

ОСОБЛИВОСТІ СИНТЕЗУ АВТОМАТИЧНОЇ СИСТЕМИ РЕГУЛЮВАННЯ ПРОЦЕСОМ ДРЕНУВАННЯ ФЛЕГМИ У ВИПАРНИКАХ ВТОРИННОЇ КОНДЕНСАЦІЇ ВИРОБНИЦТВА АМІАКУ

Бабіченко А.К.

НТУ «ХПІ», Кафедра АТС та ЕМ, Харків, Україна

Подустов М.О.

НТУ «ХПІ», Кафедра АТС та ЕМ, Харків, Україна

Кравченко Я.О.

НТУ «ХПІ», Кафедра АТС та ЕМ, Харків, Україна

Герман Е.Є.

НТУ «ХПІ», Кафедра АТС та ЕМ, Харків, Україна

Бабіченко Ю.А.

УкрДУЗТ, Кафедра теплотехніки та теплових двигунів, Харків, Україна

FEATURES OF SYNTHESIS OF AUTOMATIC CONTROL SYSTEM OF REFLUX DRAINAGE PROCESS IN EVAPORATORS OF SECONDARY CONDENSATION OF AMMONIA PRODUCTION

Babichenko A.

NTU «KhPI», Department of TSA and EM, Kharkiv, Ukraine,

Podustov M.

NTU «KhPI», Department of TSA and EM, Kharkiv, Ukraine,

Kravchenko Ya.

NTU «KhPI», Department of TSA and EM, Kharkiv, Ukraine,

German E.

NTU «KhPI», Department of TSA and EM, Kharkiv, Ukraine,

Babichenko Ju.

UkrSURT, Department of Heat engineering and heat engines, Kharkov, Ukraine

Анотація

За результатами аналізу функціонування системи оптимального програмного керування процесом дренажу флегми у низькотемпературних випарниках технологічного комплексу вторинної конденсації виробництв аміаку встановлені основна мета та критерій якості регулювання, а саме економічна ефективність та статична помилка. Виконано процес моделювання системи регулювання в пакеті MatLab з визначенням алгоритму та параметрів налаштування регулятора, що забезпечують критерій якості регулювання.

Abstract

According to the results of the analysis of the system of optimal software control of the phlegm drainage process in low-temperature evaporators of the technological complex of secondary condensation of ammonia production, the main goal and criterion of control quality are established, namely economic efficiency and static error. The process of modeling the control system in the MatLab package with the definition of the algorithm and parameters of the controller settings that provide the criterion of control quality is performed.

Ключові слова: система регулювання, випарники, дренажу флегми, вторинна конденсація, аміак, регулятор.

Keywords: control system, evaporators, phlegm drainage, secondary condensation, ammonia, regulator.

Сучасні агрегати синтезу аміаку становлять собою складні великотоннажні енерготехнологічні комплекси, в яких навіть незначні відхилення від норм технологічного регламенту або оптимальних значень призводять до суттєвих економічних втрат. Одним з таких комплексів є вторинна конденсація, низькотемпературні випарники (ВНТ) якого разом з водо-аміачними абсорбційно-холодильними установками (АХУ) забезпечують конденсацію продукційного аміаку з циркуляційного газу ЦГ за рахунок його охолодження.

Внаслідок застосування в циклі АХУ повітряного і водяного охолодження відповідно в конденсаторі та абсорбері робота ВНТ відбувається під постійним впливом сезонних та добових збурень, викликаних зміною температури і вологості атмо-

сферного повітря. Все це згідно існуючих досліджень [1] призводить до зміни координат вектора збурень ВНТ, а саме температури ($18 \div 38$ °C) та концентрації ($0,994 \div 0,998$ кг/кг) холодоагенту на вході, тиску кипіння ($0,25 \div 0,296$ МПа) холодоагенту та концентрації аміаку у ЦГ ($9 \div 12$ % об.) на виході ВНТ. При цьому надходження холодоагенту з домішками води до ВНТ викликає необхідність проведення процесу дренажу її у вигляді флегми з деякою витратою $M_{\text{ф}}$. Цей процес згідно попередньо проведених досліджень суттєво впливає на температуру $\Theta_{2\text{Ц}}$ охолодження ЦГ у ВНТ і носить екстремальний характер її залежності від керуючої дії витрати флегми [2]. За існуючих змін координат вектора збурень відбувається і зміщення екстремуму (мінімального значення температури $\Theta_{2\text{Ц}}$). За таких обставин діапазон зміни температури $\Theta_{2\text{Ц}}$ у

ВНТ складає від -8°C до 5°C . Однак збільшення цієї температури навіть на 1°C призводить до підвищення річної витрати природного газу на $307,3$ тис.м³ та знижує економічність агрегату синтезу [3]. Все це зумовило необхідність створення системи оптимального програмного керування, функціональна структура якої характеризується наявністю ідентифікатора з математичною моделлю, обчислювачем для коригування параметрів моделі та значень уставок (завдань) регулятора витрати флегми [4].

Основна мета такого регулятора полягає у слідкуванні за зміною уставки, тобто виконання програмного керування, що забезпечить підвищення економічної ефективності за рахунок зниження витрати природного газу. За такої умови основним критерієм якості регулювання має бути обрана статична похибка в рівноважному режимі системи. Виходячи з поставленої мети та обраного критерію якості регулювання необхідно здійснити аналіз системи регулювання з визначенням типу регулятора і його параметрів та виконати дослідження для перевірки роботоздатності обраної структури системи. Динаміка об'єкта керування у вигляді трубопроводу з встановленими на ньому виконавчим пристроєм і витратоміром, як відомо, описується диференціальним рівнянням першого порядку. Передатна функція такого об'єкта має вигляд:

$$W_O(s) = \frac{k}{Ts+1}, \quad (1)$$

де k – коефіцієнт передачі по каналу регулювання, (кг/год)/Па;

T – стала часу об'єкта, с.:

$$T = \frac{LM_\Phi}{S\Delta P}, \quad (2)$$

L – довжина трубопроводу між датчиком та регулюючим органом, м;

M_Φ – витрата флегми, кг/с;

S – площа перерізу трубопроводу, м²;

ΔP – перепад тиску на регулюючому органі, Па;

З урахуванням наявності транспортного запізнення $W_3(s) = e^{-s\tau}$, яке має місце для даного об'єкта, передатна функція має наступний вигляд [5]:

$$W_{O3}(s) = W_O(s)W_3(s) = \frac{k}{Ts+1}e^{-s\tau}, \quad (3)$$

де τ – транспортне запізнення, с.:

$$\tau = \frac{L}{U}, \quad (4)$$

U – лінійна швидкість рідини, м/с.

Параметри моделі (3) T і τ визначались виходячи з реальних існуючих умов, що можуть спостерігатись на трубопроводі виходу флегми з ВНТ та мають наступні значення: $L=40$ м, $D_{\text{ТР}}=0,025$ м – діаметр трубопроводу. При цьому для визначення значень U і T використовувалась згідно попередніх досліджень середня витрата флегми M_Φ на рівні $0,5$ т/год [2]. За результатами розрахунків були отримані наступні значення параметрів моделі: $T=0,06$ с, $\tau=90$ с. Отримана стала часу є дуже малою величиною і не відповідає реальній динамічній характеристиці, а отже характеризується невизначеністю. Ця невизначеність зумовлена відсутністю даних щодо інерційності вимірювального пристрою, регулятора, виконавчого механізму і ліній передачі сигналу, чисельне значення величини T може складати від 3 с до 10 с.

Інша особливість параметрів процесу полягає у достатньо значній величині транспортного запізнення. Для керування такими процесами, де $\tau/(\tau + T) > 0,5$, застосовують спеціальні структури регулятора – предиктори, які містять блок для передбачення поведінки через час τ , наприклад предиктор Сміта [6]. Завдяки такій структурі з'являється можливість передбачити який сигнал буде на виході до того, як він там з'явиться насправді.

Для передбачення використовується модель об'єкта керування, яка складається з дробово-раціональної частини $W_M(s)$ і транспортної затримки $W_3(s)$:

$$W_{M3}(s) = W_M(s) \cdot W_3(s), \quad (5)$$

$$\text{де } W_M(s) = \frac{K_0}{(Ts+1)}, \text{ а } W_3(s) = e^{-s\tau}.$$

Треба зауважити, що в ідеальному випадку $W_M(s) = W_O(s)$, але на практиці ідентифікована модель об'єкта відрізняється від реального об'єкта керування.

Завдяки тому, що з моделі можна виключити затримку $W_3(s)$, з'являється принципова можливість передбачення поведінки об'єкта до появи сигналу на його виході. Реалізується ця можливість системою зі структурою, що наведена на рис. 1. В якості керуючого елементу системи зазвичай використовують класичний ПД регулятор передатна функція якого записана стандартною формою [7,8]:

$$W_{\text{ПД}}(s) = K_P \left(1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s \right) \quad (6)$$

де K_P – пропорційний коефіцієнт регулятора,
 T_I – час відновлення або інтегрування,
 T_D – час диференціювання.

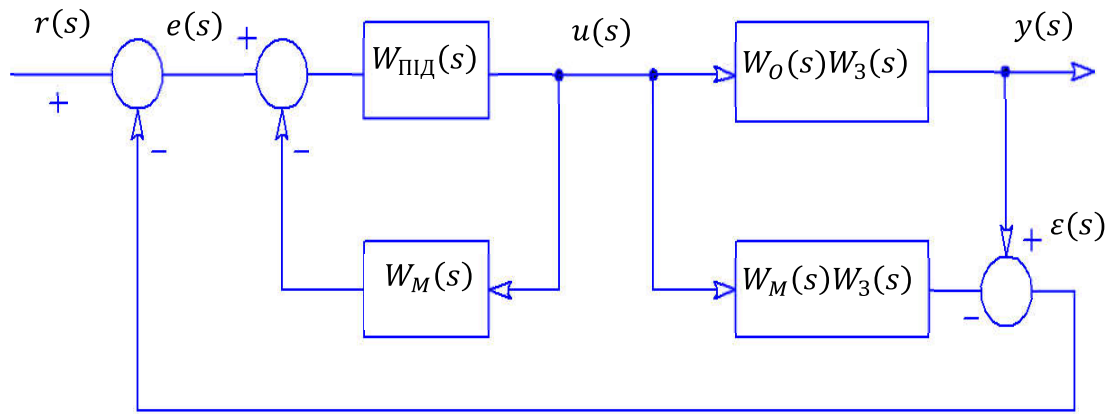


Рис. 1. Система керування з предиктором Сміта:

$r(s)$ – сигнал задання (уставки); $e(s)$ – сигнал похибки; $u(s)$ – керуючий сигнал регулятора; $y(s)$ – вихідний сигнал об'єкта керування; $\varepsilon(s)$ – різниця сигналів на виходах моделі та об'єкта

Принцип роботи системи полягає у наступному. За умови $\varepsilon(s) \neq 0$ функціонування структури характеризується наступною системою рівнянь:

$$y(s) = W_O(s)W_3(s)W_{PID}(s)[r(s) - \varepsilon(s) - W_M(s)u(s)]; \quad (7)$$

$$\varepsilon(s) = y(s) - W_M(s)W_3(s)u(s); \quad (8)$$

$$y(s) = W_O(s)W_3(s)u(s); \quad (9)$$

Розв'язуючи систему рівнянь (7-9) відносно $y(s)$ отримаємо наступне рівняння:

$$y(s) = \left[\frac{W_O(s)W_{PID}(s)}{1 + W_{PID}(s)W_M(s) + W_{PID}(s)[W_O(s) - W_M(s)]W_3(s)} r(s) \right] W_3(s). \quad (10)$$

Отримане рівняння (10) свідчить, що із зростанням точності моделі різниця $[W_O(s) - W_M(s)]$ у знаменнику прямує до нуля, а отже з передатної функції системи вилучається транспортна затримка, яка тільки додається до вже отриманого результату регулювання.

Для такого процесу як транспортування флегми по трубопроводу було застосовано модифікацію предиктора Сміта [9, 10], що зумовлено необхідністю тільки слідкувати за уставкою та практичною відсутністю зовнішніх збурень. Структура системи керування з таким регулятором наведена на рис. 2.

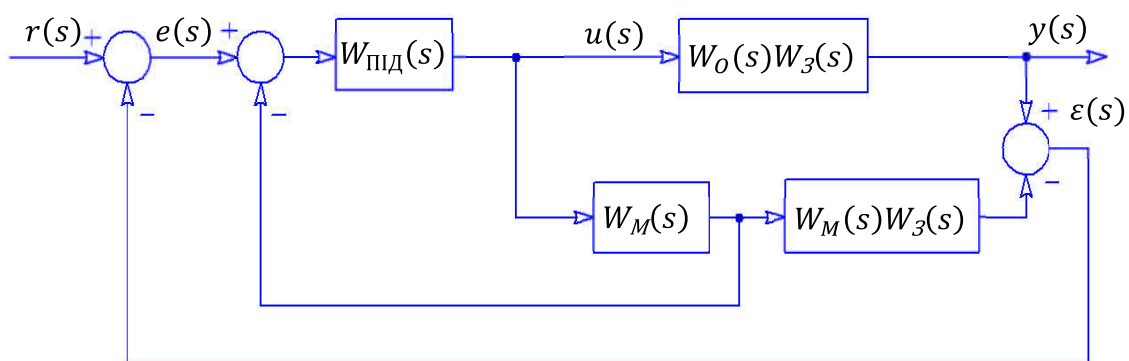


Рис. 2. Система керування з модифікованим предиктором Сміта

Провівши операцію нормування, завдяки чому коефіцієнт передачі об'єкта K стає рівним 1, передатна функція (1) набуватиме наступний вигляд:

$$W_O(p) = \frac{1}{Tp+1} e^{-p\tau}; \quad (11)$$

Однак треба зауважити, що для реального об'єкта при ненормованому K , пропорційний коефіцієнт регулятора K_P зміниться обернено пропорційно до значення K .

У зв'язку з невизначеністю постійної часу об'єкта були зроблені деякі припущення. Як було сказано вище, чисельне значення величини T знаходиться в межах від 3 с до 10 с. Тому, в якості постійної часу моделі об'єкта для розрахунків параметрів регулятора були обрані середні значення від граничних показників:

$$T_{та} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 6.5 \text{ с.} - \text{середнє арифметичне};$$

$T_{ml} = e^{\frac{\ln T_1 + \ln T_2}{T_1 + T_2}} = 5.4772$ с. – середнє логарифмічне.

Таким чином, подальший розрахунок параметрів регулятора проводився для двох моделей процесу:

$$W_{ma}(s) = \frac{1}{6.5s+1}; \quad (12)$$

$$W_{la}(s) = \frac{1}{5.4772s+1}. \quad (13)$$

В першому випадку ($T = 6.5$) було отримано наступні параметри регулятора:

$$K_p = 0.0628, T_I = 0.527, T_D = 0.000998. \quad (14)$$

Враховуючі мале розрахункове значення параметру T_D , тому в подальшому приймають $T_D = 0$.

На рис.3 показано результати моделювання контуру керування процесу дренування флегми з урахуванням сталої часу процесу що дорівнює значенням сталої часу T з 3с. до 10с з кроком 1 для моделі (12).

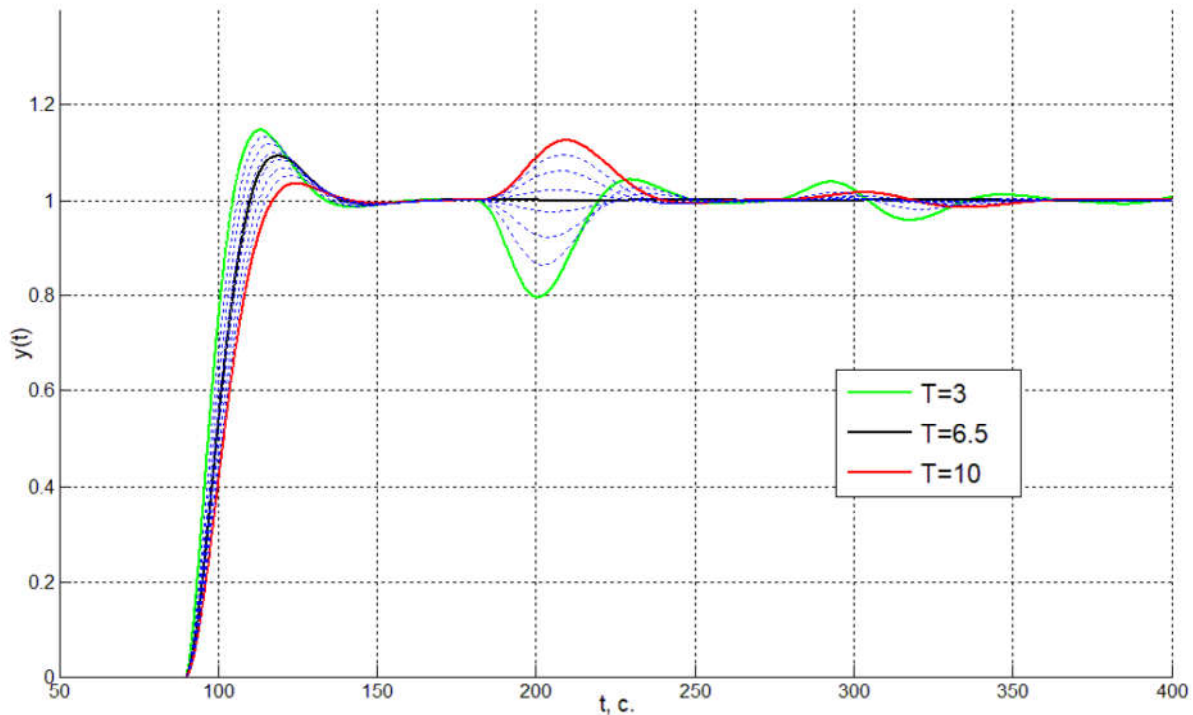


Рис. 3. Графіки перехідних процесів системи керування з моделлю об'єкта (12) за різних значень сталих часу

Показники процесу керування для контуру з моделлю процесу (12) наведено в Таблиці 1, де $\Delta_{ст}$ – статична помилка, $t_{рег}$ – час регулювання.

Таблиця 1.

Результати моделювання системи керування для процесу (12)

Стала часу об'єкта T	Час зростання	Перерегулювання	$\Delta_{ст}$ для $t_{рег} = 270$ с.	$\Delta_{ст}$ для $t_{рег} = 360$ с.	Площа під кривою
3	102.5	0.202826	0.040879	0.007744	95.2349
4	103.8	0.135507	0.018361	0.003058	67.74103
5	105.1	0.118874	0.005396	0.001285	44.85013
6	106.3	0.101954	0.000534	0.00012	26.33235
6.5	107	0.098688	2.03e-06	6.54e-08	18.39302
7	107.6	0.097632	0.0005	6.17e-05	22.98777
8	108.9	0.097623	0.003521	0.000573	32.6934
9	110.2	0.098727	0.008882	0.001129	42.72425
10	111.6	0.125762	0.016065	0.001762	53.01753

Основним показником даного процесу керування є статична похибка. Тому було отримано цей показник при часі регулювання, який дорівнює 3τ та 4τ .

Для моделі об'єкта з постійною часу $T = 5.4772$ с. було отримано наступні параметри регулятора:

$$K_p = 0.0688, T_I = 0.479, T_D = 0.000832. \quad (15)$$

В даному випадку T_D також можемо дорівняти 0.

Графіки перехідних процесів контуру керування з урахуванням зміни сталої часу з 3 до 10 с. з логарифмічним збільшенням T показано на рис. 4.

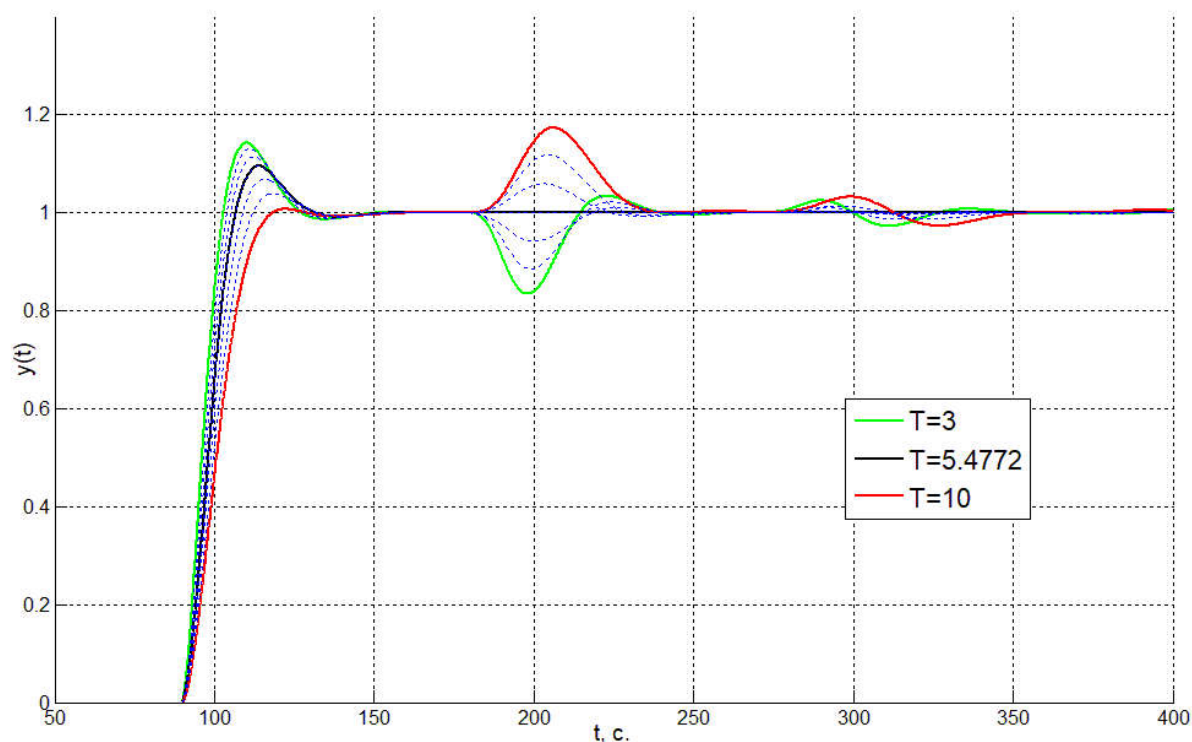


Рис. 4. Графіки перехідних процесів системи керування з моделлю об'єкта (13) за різних значень сталих часу

Показники процесу керування для моделі процесу (13) наведено в Таблиці 2.

Таблиця 2.

Результати моделювання системи керування для процесу (13)

Стала часу об'єкта T	Час зростання	Перерегулювання	$\Delta_{ст}$ для $t_{рег} = 270с.$	$\Delta_{ст}$ для $t_{рег} = 360с.$	Площа під кривою
3	101	0,165808	0,027477	0,006698	67,46467
3,666635	101,9	0,130549	0,012953	0,001599	50,31239
4,481405	102,9	0,114508	0,003317	0,000217	32,94883
5,477226	104,1	0,098804	3,12E-07	2,80E-08	15,47527
6,69433	105,7	0,09763	0,00312	0,000336	27,06366
8,181888	107,7	0,118285	0,013449	0,001322	42,04354
10	110,3	0,17337	0,032219	0,005451	63,40672

Висновки

Проаналізовані умови функціонування системи оптимального програмного керування процесом дренування флегми у низькотемпературних випарниках технологічного комплексу вторинної конденсації діючих в Україні агрегатів синтезу аміаку серії АМ-1360. За результатами аналізу встановлені основна мета та критерій якості регулювання, а саме економічна ефективність та статична похибка.

Визначена математична модель об'єкта регулювання у вигляді передатної функції першого порядку та її параметри за існуючих реальних виробничих умов. Встановлена структура регулятора для процесу дренування флегми з предиктором Сміта, що обумовлено значною величиною транспортного запізнення. Виконаний процес імітаційного моделювання в пакеті Matlab дозволив визначити ПІ алгоритм регулювання та його параметри налаштування. Порівнювальний аналіз перехідних процесів в умовах зміни уставки за результатами визначення

оптимальної витрати флегми свідчить, що незважаючи на деяку невизначеність постійної часу об'єкта встановлені структура, алгоритм та параметри налаштування регулятора відповідають обраному критерію якості і можуть бути застосовані у загальній структурі системи оптимального програмного керування технологічним комплексом вторинної конденсації.

Список літератури

1. Babichenko A., Babichenko J., Velma S., Kravchenko Y., Krasnikov I., Lysachenko I. Identification of heat exchange process in the evaporators of absorption refrigerating units under conditions of uncertainty. Eastern-European Journal of Enterprise technologies. 2018. Vol. 1/2 (91). P. 21–29. doi 10.15587/1729-4061.2018.121711.
2. Babichenko A., Kravchenko Y., Babichenko J., Krasnikov I., Lysachenko I., Velma S. Algorithmic tools for optimizing the temperature regime of evapo-

rator at absorption-refrigeration units of ammonia production. Eastern-European Journal of Enterprise technologies. 2018. Vol. 4/2 (94). P. 29–35. doi 10.15587/1729-4061.2018.139633.

3. Бабиченко А.К., Ефимов В.Т. Влияние температуры вторичной конденсации на экономические показатели работы агрегатов синтеза аммиака большой мощности. Вопросы химии и химической технологии. 1986. Вып. 80, С 113 – 117.

4. Бабиченко А.К., Подустов М.О., Кравченко Я.О., Красніков І.Л. Енергоєфективна комп'ютерно-інтегрована технологія керування процесом вторинної конденсації виробництва аміаку. Colloquium-journal, Warszawa, Poland, №2 (54), P. 4-7.

5. Математичне моделювання об'єктів керування хімічних і фармацевтичних виробництв : навч. посібник / Красніков І.Л., Бабиченко А.К., Вельма В.І. та ін. ; за ред. А.К. Бабиченка; Х.: Видавництво ТОВ «С.А.М.», 2015. 244 с.

6. В.В. Денисенко Компьютерное управление технологическим процессом, экспериментом, обслуживанием. М.: Горячая линия – Телеком, 2009. 608 с.

7. Гудвин Г.К., Гребе С.Ф., Сальгадо М.Э. Проектирование систем управления. М.: БИНОМ. Лаборатория знаний, 2004. 911 с.

8. PID controller. URL: <https://www.mathworks.com/help/control/ref/pidstd.html> (дата звернення 15.06.2020).

9. Åström, K.J. and Hägglund, T. Advanced PID Control, Research Triangle Park, NC: Instrumentation, Systems, and Automation Society, 2006. 460 p.

10. Control of Processes with Long Dead Time: The Smith Predictor. URL: <https://www.mathworks.com/help/control/examples/control-of-processes-with-long-dead-time-the-smith-predictor.html> (дата звернення 17.06.2020).

ИССЛЕДОВАНИЕ КОМПОЗИТНЫХ КОДОВ БАРКЕРА

Максимов В.В.

Национальный технический университет Украины «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського», институт телекоммуникационных систем, доцент кафедры телекоммуникационных систем, кандидат технических наук

Храповицкий И.А.

Национальный технический университет Украины «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського», институт телекоммуникационных систем, ведущий специалист кафедры телекоммуникационных систем

RESEARCH OF COMPOSITE BARKER CODES

Maksymov V.,

Khrapovitsky I.

National Technical University of Ukraine "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute"

Аннотация

Проблематика. В настоящее время востребованность в шумоподобных сигналах (ШПС) определяют присущие этим сигналам качества, которые позволяют обеспечивать высокую помехозащищенность широкополосных систем связи (ШСС) при передаче конфиденциальной информации в открытом радиоканале, особенно в условиях чрезвычайных ситуаций. Хотя основы теории ШПС, которые широко используются в этих сетях, хорошо известны, однако развитие сетей беспроводной связи требует постоянных уточнений теоретических положений в соответствии с новыми данными о способах построения кодовых последовательностей Баркера, используемых в системах беспроводной связи с технологией расширения спектра методом прямой последовательности.

Цель. Целью работы является нахождение аналитических выражений для автокорреляционной функции (АКФ) композитных кодов Баркера и проверка соответствия АКФ новых кодовых конструкций композитных кодов Баркера автокорреляционным функциям исходных композитных кодов с помощью моделирования.

Методы. Используются аналитические методы расчета, а также имитационное моделирование в программном пакете MatLab.

Результаты. Получены аналитические выражения для автокорреляционной функции композитных кодов Баркера. Проведено имитационное моделирование, которое подтвердило возможность увеличения количества основных композитных последовательностей с 12 до 48. Получены новые композитные коды Баркера, приведена методика их получения.

Выводы. Дано аналитическое выражение для автокорреляционной функции композитных кодов Баркера. Показано, что АКФ композитных кодов Баркера, как и АКФ канонических последовательностей Баркера, из которых они составлены, обладают свойствами скалярного произведения и автокорреляционной функции, что позволило увеличить количество известных композитных последовательностей с 12 до 48. Найдена закономерность в построении пар сочетаний кодовых конструкций, имеющих одинаковую АКФ,